

0721667-1

На правах рукописи.

Оразова Гулжан Абеновна.

Производство нефтехимического сырья
из Тенгизской нефти.

02.00.13 – Нефтехимия.

АВТОРЕФЕРАТ
на соискание ученой степени
кандидата технических наук.

Казань – 2000 г.

ББК 35.514

О-64

Работа выполнена в Казанском государственном технологическом университете
и Атырауском институте нефти и газа.

Научные руководители:

Доктор технических наук,

профессор Дияров И.Н.

Доктор химических наук,

профессор Сериков Т.П.

**НАУЧНАЯ БИБЛИОТЕКА
КФУ**



0000947812

Официальные оппоненты:

Доктор химических наук,

профессор Харлампиди Х.Э.

Доктор технических наук,

профессор Николаев А.Н.

Ведущая организация:

ГУП ВНИИ углеводородного сырья
(ВНИИУС) г.Казань

Защита состоится «___» декабря 2000г. в ___ часов на заседании
диссертационного совета Д.063.37.06 в Казанском государственном
технологическом университете по адресу:

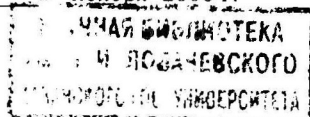
420015, г. Казань, ул. К. Маркса, 68 (зал заседания Ученого совета, 2 этаж)

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке Казанского государственного
технологического университета.

Автореферат разослан «___» ноября 2000 г.

Ученый секретарь

диссертационного совета, к.х.н.



М.В. Потапова

Актуальность работы. В последние годы в Казахстане открыты ряд новых, перспективных месторождений нефти в районе Прикаспийской низменности. Одним из таких крупных месторождений является Тенгизское, нефть которого предполагается направлять на переработку на Атырауский НПЗ. Нефть Тенгизского месторождения характеризуется высоким содержанием светлых нефтепродуктов (фр. Н.К.-350⁰С до ≈ 80 % масс.). Традиционные типовые схемы первичной переработки нефти ЭЛОУ-АВТ-6, ЛК-6у и др. спроектированы на переработку нефтей со средним содержанием светлых нефтепродуктов на уровне 50 ± 10 % масс. Поэтому переработка нефтей, подобных Тенгизской, на установках первичной переработки требует разработки новых перспективных схем.

В Тенгизской нефти значительный потенциал легких углеводородов $C_1 \div C_3$, являющихся основным сырьём для нефтехимических процессов. Поэтому разработка эффективных, энергосберегающих технологий фракционирования смеси легких углеводородов $C_1 \div C_3$ является перспективным направлением исследования.

В требованиях на качество сырья нефтехимии есть ограничения по содержанию влаги. Следовательно, необходимы так же эффективные технологии отделения капельной влаги из сырьевых продуктов нефтехимии.

Исходя из этого, комплексное решение проблемы переработки Тенгизской нефти – первичная переработка, фракционирование легких углеводородов и их осушка является весьма актуальным.

Исследования в данной диссертационной работе направлены на решение проблемы переработки легких нефтей (на примере Тенгизской нефти), фракционирования и осушки легких углеводородов на газодиффузионных установках.

Цель работы. Цель работы состояла в разработке рациональной технологии первичной переработки Тенгизской нефти, выборе эффективных схем фракционирования смеси легких углеводородов C_1+C_5 (схема дезтанизации сырья и схемы выделения пропановых фракций), а также решение научно-технической задачи по отделению капельной влаги из лёгких углеводородов, являющихся основным сырьём нефтехимии.

Научная новизна. Используя аппарат имитационного моделирования многопоточных технологических схем нефтехимических производств, учитывающего реальные парожидкостное равновесие и гидродинамическую обстановку процессов разделения, проведено расчетное исследование эффективности переработки нефти и газа на существующих промышленных установках. По результатам проведенного исследования разработаны технологические схемы фракционирования легких нефтей и сжиженных газов, обеспечивающих значительное снижение энергетических и капитальных затрат, по сравнению с известными.

В результате обработки экспериментальных данных по исследованию процесса отделения капельной влаги из жидких углеводородов (гексан, гептан, бензиновая, керосиновая и дизельная фракции) получена зависимость оптимальной скорости потока эмульсии через насадку Панченкова от разности плотностей дисперсной и сплошной фаз. Эта зависимость позволяет определить рабочие скорости потока эмульсии и тем самым рассчитать требуемые размеры аппарата и коалесцирующей насадки.

Практическая ценность. Разработана рациональная технология первичной переработки нефти для Атырауского НПЗ. Определен набор основных аппаратов и оборудования. Найдены режимные параметры установки. Выделенную на установке фракцию легких углеводородов можно использовать в качестве бытового сжиженного газа или направить на ГФУ. Для ГФУ предложены практические и эффективные схемы дезтанизации сырья. Предложена энергосбере-

гающая технология выделения пропановых фракций различного качества. Показано, что для практики разделения мелкодисперсных эмульсий типа «углеводороды-вода» целесообразно применять насадку Панченкова, обладающую высокой коалесцирующей способностью при скорости потока до 0,009 м/сек, что значительно выше скорости потока в промышленных гравитационных аппаратах. При этом эффективность разделения достигает 98÷99 %.

Апробация работы. По материалам диссертации опубликовано 4 статьи и 5 тезисов докладов.

Материалы диссертации докладывались и обсуждались на:

- III Республиканской научно-технической конференции: «Научно-технический прогресс и экология Западного Казахстана» (г. Атырау, 1994г.).
- Научно-технической конференции: «Проблемы освоения углеводородных ресурсов Прикаспия и Каспийского шельфа» (г. Атырау, 1998г.).
- Внутри вузовских отчетных научно-технических конференциях в 1998-2000г.

Работа выполнялась в соответствии с научным направлением – «Создание научных основ и разработка новых высокоэффективных технологий в химии и нефтехимии» по программе «Создание нового поколения прогрессивных технологических процессов нефтехимии и нефтепереработки» (Нефтехим, Приложение № 3 к постановлению ГКНТ и Президиума АН СССР от 05.03.1988г. №62/51) для нефтехимии.

Структура и объём работы. Диссертационная работа состоит из введения, четырех глав, выводов и приложения объемом 115 страниц, содержит 21 рисунок, 27 таблиц и список литературы из 112 наименований.

СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ.

В первой главе рассмотрены варианты переработки нефти в условиях НПЗ России, стран СНГ и за рубежом. Проведен анализ работы промышленных установок АТ и расчетных данных по интенсификации работы атмосферной трубчатки. Представлены материалы по усовершенствованию схем фракционирования нефти с целью повышения четкости разделения и снижения энергоемкости процесса.

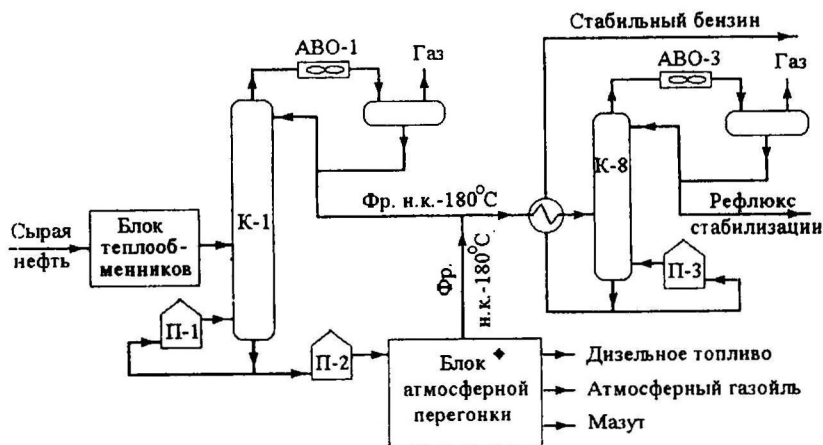
Проведен анализ технологических схем в области газодифракционирования, т.к. сжиженные газы полученные на нефте- и газоперерабатывающих заводах являются одним из основных видов сырья нефтехимических производств. Показано, что выбор оптимальной структуры схемы газодифракционирующей установки (ГФУ) зависит от состава и соотношения сырьевых потоков и требований на качество готовой продукции.

Изучены современные методы разделения мелкодисперсных эмульсий типа «углеводороды - вода» и средства (в частности различные насадки), позволяющие интенсифицировать процесс. Рассмотрены влияния различных факторов на процесс сепарации с помощью насадок.

По результатам анализа литературных данных определены направления и задачи научной работы.

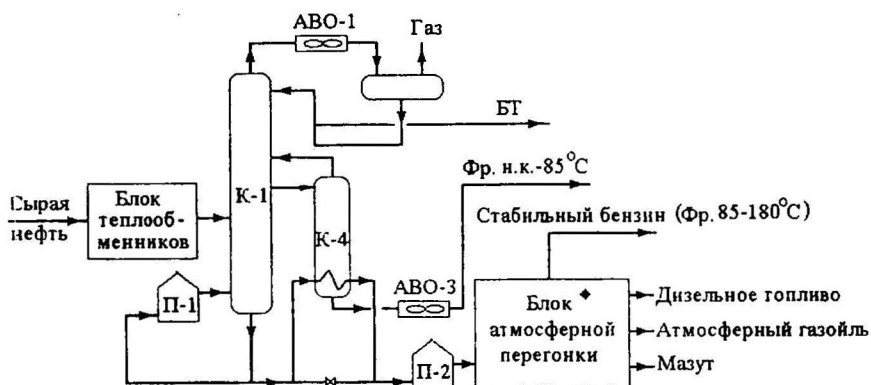
Во второй главе приведены результаты расчетного исследования по выбору рациональной схемы переработки Тенгизской нефти на установках первичной переработки нефти (АТ). При этом проводилось сравнение предлагаемой схемы с типовой схемой ЭЛОУ-АТ-6, которая широко используется на НПЗ России и стран СНГ. Для расчетов на ЭВМ использовалась программа «ХАЙСИМ». Расчет парожидкостного равновесия проводился по модели Пенга-Робинсона.

Типовая схема первичной переработки нефти, принятая для сравнения, приведена на рис. 1 Предлагаемая для Атырауского НПЗ схема переработки Тенгизской нефти приведена на рис. 2.



- ♦ В составе блока: К-2 - атмосферная колонна; К-3 - стриппинг дизельной фракции; АВО-2 - воздушный холодильник.

Рис. 1. Типовая схема АТ.



- ♦ В составе блока: К-2 - атмосферная колонна; К-3 - стриппинг дизельной фракции; АВО-2 - воздушный холодильник.

Рис. 2. Предлагаемая схема АТ.

Отличие этих двух схем заключается в том, что по схеме 2 нефть поступает в колонну К-1, работающую при повышенном давлении и со стриппингом К-4. Сверху колонны К-1 получают продукт, соответствующий требованиям на бутан технический (БТ по ГОСТ 22448-80). Из стриппинга К-4 выделяют легкий компонент бензина (фр. $C_5 - 85^{\circ}\text{C}$). В предлагаемой схеме также отсутствует колонна стабилизации бензина (К-8) со всей обвязкой (дефлегматор, воздушный холодильник, насосы, печь, теплообменник).

Новизна предлагаемой схемы состоит в том, что колонна К-1 работает при повышенных давлениях, что позволяет сконденсировать пропан-бутановую фракцию при охлаждении в воздушном холодильнике. Боковым погоном через стриппинг выводится фракция $C_5-85^{\circ}\text{C}$, которая после очистки от сернистых соединений является компонентом автомобильного бензина или сырьем пиролиза. Стабильный бензин $85-180^{\circ}\text{C}$ – является лучшим сырьем для риформинга.

Для сравнения двух схем - типовой и предлагаемой - был проведен расчетный анализ на ЭВМ при условии идентичных составов сырья и количества основных продуктов - бензина и дизельного топлива. Расчет проводился на загрузку по сырью (тенгизская нефть) – 1 млн. т/год или 125 т/час. Ниже, в табл. 1 приведен сводный материальный баланс по двум схемам.

Таблица 1.

Материальный баланс по схемам.

Наименование продуктов	Схемы	
	Типовая (рис.1)	Предлагаемая (рис.2)
	т/час	
Газ сухой	0.09	0.34
Рефлюкс	7.25	-
Бутан технический	-	1.6
Компонент бензина	-	6.8
Бензин стабильный	41.0	41.0
Дизельное топливо	41.5	41.5
Атм.газойль	20.56	25.26
Мазут	14.60	8.50
ИТОГО:	125.0	125.0

Приведенные данные показывают, что по типовой схеме рефлюкс необходимо подвергнуть разделению; а по предлагаемой - все выходящие потоки являются продуктами или готовым сырьем для последующих производств. Бутан технический при наличии заказчика используется как готовый продукт или в качестве сырья нефтехимии. При отсутствии заказчика бутан технический (содержание фр. $C_2-C_3 \sim 30\%$ масс.) направляется на ГФУ для получения пропана технического или смеси пропана и бутана технических, или индивидуальных бутанов (изобутан и норм. бутан).

В табл. 2 приведены основные режимные параметры колонн двух схем.

Таблица 2

Расчетные параметры работы колонного оборудования
по рассматриваемым схемам АТ.

Параметры	Ед. измерения	Схема на рис. 1	Схема на рис. 2
1. Колонна К-1:			
- давление верха,	ата	2,5	13
- температура питания,	$^{\circ}C$	180	180
- температура верха,	$^{\circ}C$	122	68
- температура куба,	$^{\circ}C$	224	281
- температура орошения,	$^{\circ}C$	45	45
- расход орошения.	кг/час	25000	30000
2. Колонна К-8:			
- давление верха,	ата	8	---
- температура питания,	$^{\circ}C$	126	---
- температура верха,	$^{\circ}C$	110	---
- температура куба,	$^{\circ}C$	212	---
- температура орошения,	$^{\circ}C$	45	---
- расход орошения.	кг/час	24000	---

В табл. 3 представлены сравнительные показатели по затратам тепла и холода по двум рассматриваемым схемам. Как следует из данных табл. 3 затраты тепла по предлагаемой схеме ниже на 5.2%, холода – на 21.5%, а количество пара меньше на 44%.

Таблица 3

Сравнительные энергетические затраты по двум схемам.

Показатели	Типовая схема	Предлагае- мая схема
Затраты тепла, млн.ккал/час		
П-1	5913	10131
П-2	10388	8918
П-3	3795	--
Итого:	20096	19049
Затраты холода, млн.ккал/час	18225	14314
Количество используемого пара с тем-рой 350°C, т/час	8.2	4.6

Таким образом, можно сделать вывод, что для переработки Тенгизской нефти на Атырауском НПЗ необходимо использовать предлагаемую схему. Предлагаемая схема, по сравнению с типовой, более эффективная как по энергетическим затратам, так и по капитальным затратам. Кроме того, предлагаемая схема более простая, более легкая в обслуживании (необходимо меньше приборов КИП и А, трубопроводов, арматуры и т.д.).

Использование предлагаемой схемы на АНПЗ, при переработке Тенгизской нефти, позволит получить современную, эффективную технологию.

В третьей главе приведены результаты исследований направленных на разработку энергосберегающих технологий по блокам дезанизации и выделения пропана на газофракционирующей установке (ГФУ).

Анализ существующих технологий показал, что основным направлением в разработке способов обвязки дезанизатора является использование метода абсорбции целевых компонентов из паров верха колонны путем смешения их с более тяжелой фракцией, с последующим охлаждением и сепарацией смеси. При этом возможны следующие варианты: а) известный - с организацией рециклового потока $C_{4+в}$; б) предлагаемый - с подачей на смешение с парами верха части сырья.

Было проведено сравнение этих двух вариантов в адекватных условиях, т.е. при равной степени деэтанализации и отбора пропана от потенциала, при одинаковом составе и количестве сырья. При этом предлагаемый вариант по энергозатратам ниже на 12-13 %. С учетом этого на рис. 3 представлена предлагаемая схема ГФУ для Атырауского НПЗ. В соответствии с этой схемой на ГФУ поступают углеводородные газы с установки АТ, блока стабилизации прямогонных бензинов, блока предгидроочистки и блока стабилизации продуктов установки каталитического риформинга.

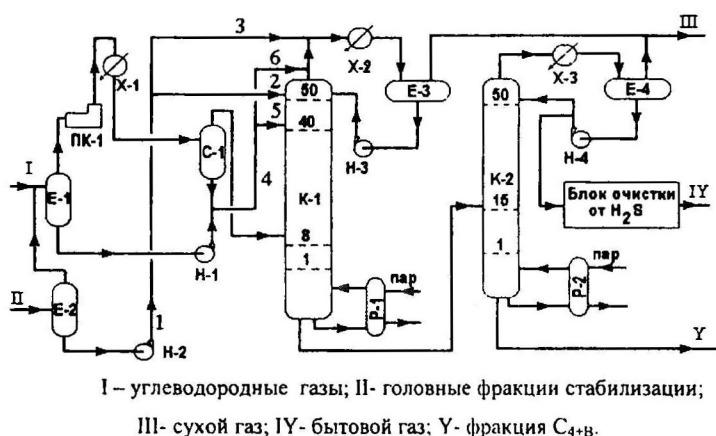


Рис.3. Предлагаемая схема ГФУ для Атырауского НПЗ.

Особенностью этой схемы является то, что деэтанализация сырья осуществляется методом ректификации в колонне K-1 и абсорбции паров верха колонны жидким сырьевым потоком. Жидкий поток смешивается с парами верха колонны до конденсатора-холодильника X-2. В этом случае происходит абсорбция более тяжелых компонентов из верхнего парового потока и отделение более легких из сырьевого жидкого потока. Теплота абсорбции снимается в холодильнике X-2, в котором осуществляется так же охлаждение и частичная конденсация верхнего продукта колонны K-1. Таким образом, предлагаемая схема включает в себя преимущества процессов ректификации и абсорбции.

Далее было проведено определение оптимальных вариантов подачи сырьевых потоков в дезанизатор К-1. При этом варьировались точки ввода сырья и соотношение потоков.

Критерием оптимизации была величина отбора пропана от потенциала его в сырье установки при постоянстве эксплуатационных затрат. В табл. 4 приведена сравнительная оценка полученных данных.

Таблица 4.

Доля отбора пропана в зависимости от соотношения потоков.

Номера вариан- тов	Соотношения потоков в долях масс.						Отбор пропана от потенциала, % масс.
	Номера потоков на рис.3						
	1	2	3	4	5	6	
1	1,0	0,0	1,0	1,0	0,3	0,7	75,48
2	1,0	0,0	1,0	1,0	0,0	1,0	75,00
3	1,0	0,0	1,0	1,0	1,0	0,0	76,28
4	1,0	0,7	0,3	1,0	0,3	0,7	72,31
5	1,0	1,0	0,0	1,0	0,3	0,7	69,31

Как следует из приведенных данных, наиболее высокий отбор пропана от потенциала в сырье – в случае варианта № 3. Самый низкий отбор пропана в варианте 5. В этом случае весь жидкий сырьевой поток подается в качестве орошения на верхнюю тарелку колонны К-1. Из табл. 4 так же следует, что полученную жидкую фазу после компримирования углеводородных газов до 2,3 – 2,5 Мпа необходимо подавать на тарелку, расположенную примерно на 10 тарелок ниже основного орошения.

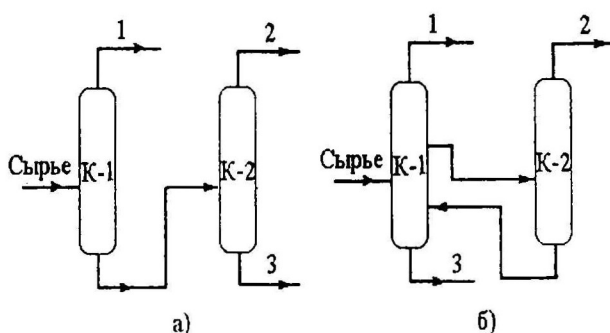
Результаты проведенного расчетного исследования показали, что при организации оптимального соотношения и места ввода питающих потоков, возможно повышение отбора целевого продукта – пропана на 5 – 7 % масс. Это в целом позволит повысить технико-экономические показатели работы вновь проектируемой ГФУ на Атырауском НПЗ.

Практически на каждой ГФУ предусмотрено получение пропановой фракции. В зависимости от направления использования (пропан для коммунально-бытового потребления, автомобильный, пропан-растворитель, пропан марки "Б" для пиролиза) получают пропановые фракции различного качества.

При использовании пропановой фракции в качестве топлива для коммунально-бытового потребления необходимо, чтобы содержание этана находилось на уровне 3,0 - 3,5 % масс. для обеспечения упругости насыщенных паров по ГОСТу. В пропане-растворителе марки "А" и "Б" содержание этана не должно превышать 2,0 % масс., а содержание пропана - не ниже 90-96 % масс.

Получение двух пропановых фракций указанного качества требует установки двух пропановых колонн.

На рис. 4 приведены принципиальные схемы получения двух пропановых фракций различного качества (конденсаторы-холодильники, испарители, насосы не показаны).



1- пропанозая фракция для коммунально-бытового потребления; 2- пропан-растворитель (марка "А") или марки "Б" для пиролиза; 3- фракция C_{4+} .

Рис. 4. Схемы получения двух пропановых фракций.

По схеме «а» после дезанизации сырье поступает в первую пропановую колонну, где выделяется пропан для топлива. Кубовый продукт первой пропановой колонны, содержащий значительное количество пропана, попадает во вторую пропановую колонну для выделения пропана-растворителя. Фракция $C_{4+в}$ отбирается из куба второй колонны.

Предлагаемая схема «б» (рис.4) выделения двух пропановых фракций отличается более низкими энергетическими и капитальными затратами. По этой схеме дезанизированный продукт поступает в первую пропановую колонну, с верха которой отбирается пропан для топлива. С промежуточной тарелки выше ввода питания отбирается боковой погон, который подается во вторую пропановую колонну. С верха второй пропановой колонны отбирается пропан-растворитель (марки "А" или "Б"), кубовый продукт второй пропановой колонны возвращается в первую пропановую колонну на тарелку ниже ввода питания. Из кубового продукта первой пропановой колонны отбирается фракция $C_{4+в}$.

Преимущество схемы «б» заключается в том, что колонна К-2 менее загружена по сырью. Сырьё в колонну К-2 поступает так же с меньшим содержанием более тяжелых компонентов $C_{4+в}$. Следовательно требуется меньше энергетических затрат на разделение.

Сравнительные данные по энергозатратам для двух схем приведены в табл. 5.

Таблица 5.

Сравнительные данные по энергозатратам для двух схем
(загрузка по сырью ≈ 18 т/час)

Наименование	Единица измерения	С х е м ы	
		«а»	«б»
Затраты тепла для подогрева кубов колонн:	Ккал/час		
- колонна № 1;		2003809	20956552
- колонна № 2.		858142	123952
Теплосъем при охлаждении продуктов:	Ккал/час		
- колонна № 1;		1998884	1998884
- колонна № 2.		532951	120528
Суммарные затраты	Т.у.т.	0.877	0.719

Из приведенных выше данных видно, что предлагаемая схема получения двух пропановых фракций позволяет снизить энергозатраты на ≈ 18 %. Кроме того, за счет уменьшения размеров колонного и теплообменного оборудования снижаются капитальные затраты на 8 %. Разработанную схему получения двух пропановых фракций целесообразно включить в проект ГФУ, если необходимо получать пропановые фракции различного качества.

В четвертой главе приведены результаты исследования процесса отделения капельной влаги из жидких нефтепродуктов.

Проблемы удаления капельной влаги возникают не только при подготовке сырой нефти, но и в процессах нефтепереработки и нефтехимии за счет использования при ректификации водяного пара, использовании водных растворов щелочи и других реагентов.

Процессы выделения капельной влаги (вода, растворы щелочи, моноэтаномина и др.) из потока жидких углеводородов (прямогогонного бензина, сжиженных газов, являющихся основным сырьем нефтехимии) относятся к важным технологическим операциям, определяющим качество продукции. Полное разделение капельной влаги в пустотелых гравитационных отстойниках за технологически приемлемое время затруднено. Для сепарации жидкостей необходимо предварительное укрупнение капель дисперсной фазы, так как лимитирующей стадией процесса разделения несмешивающихся жидкостей является коалесценция (укрупнение) капель.

С целью изучения процесса коалесценции и воздействия насадок на эмульсии были проведены исследования на экспериментальной установке, схема которой представлена на рис. 5.

Первоначально исследования проводились на смеси фракции гептана и 20% раствора NaOH. Концентрация щелочи была выбрана с учетом ее реальной величины на установках щелочной очистки.

Эмульсия приготавливалась в ёмкости смешения с содержанием от 0,1 до 10 % масс. дисперсной фазы – раствора щелочи. На установке исследовались различные типы коалесцирующих насадок, которые устанавливались в аппаратах вертикального и горизонтального типа.

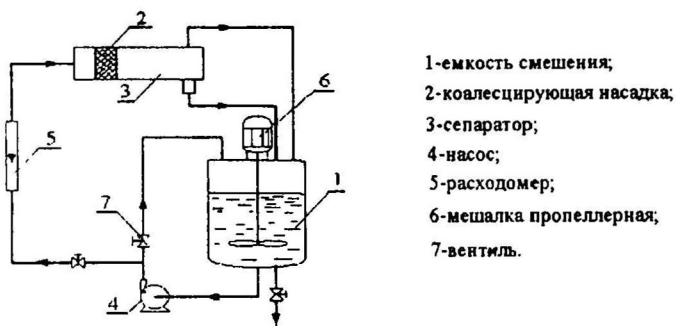


Рис. 5. Схема экспериментальной установки

Промышленностью выпускаются опытными партиями три типа регулярных волоконных насадок: рукав ситчатый РС, вязанный из нержавеющей проволоки диаметром 0,2 мм; рукав ситчатый РСЛ, вязанный из лавсановой монопнити диаметром 0,25 мм; проволочная насадка Панченкова. Все насадки представляют собой вязаную рукавную сетку способом «кулирная гладь» шириной 100 мм. Проволочная насадка Панченкова в отличие от других имеет шевронное углубление и связана из четырех спаренных нержавеющей проволочек диаметром 0,13 мм. Плотность укладки насадок может варьироваться в пределах от 150 до 800 кг/м³. Удельная поверхность насадок достигает 1300 – 3500 м²/м³.

Степень отделения капель щелочи от сплошной фазы в экспериментах определялась по содержанию щелочи в эмульсии до (x_n) и после ($x_{ост}$) прохождения насадки.

На рис. 6 представлен график зависимости остаточного содержания $x_{ост}$ взвешенной щелочи от скорости потока W_n эмульсии в горизонтальном сепараторе.

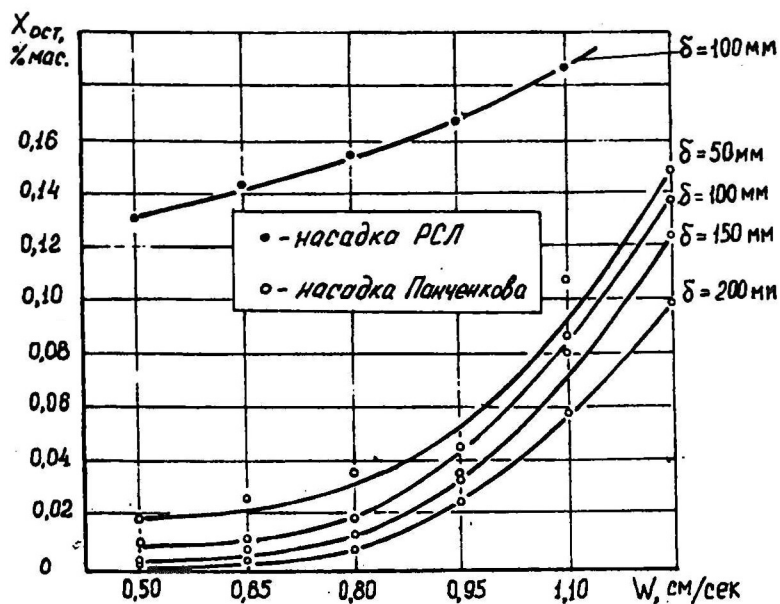


Рис. 6. Зависимость остаточного содержания дисперсной фазы от скорости потока эмульсии.

В экспериментах варьировалась толщина укладки насадки Панченкова от 50 до 200 мм. Исследования насадки РСЛ проводились при фиксированной толщине укладки в один слой. Первоначальное содержание взвешенной щелочи до насадки x_n составляло 0,3 % масс. После прохождения через насадку укрупненные капли быстро оседают и остаточное содержание щелочи $x_{ост}$ уменьшалось до 0,001 % масс. (насадка Панченкова при $W_n = 0,65$ см/сек и $\delta = 200$ мм). Из полученных данных видно, что с увеличением скорости потока увеличивается остаточное содержание щелочи в гептане. Причем, остаточное содержание щелочи на выходе из сепаратора, оснащенного насадкой РСЛ примерно на порядок выше, чем из сепаратора с насадкой Панченкова при одинаковых условиях. Это указывает на то, что материал насадки играет важную роль при разделении тонкодисперсных эмульсий. Известно, что нержавеющая

сталь имеет лучшую смачиваемость раствором щелочи в сравнении с лавсаном и этим объясняется меньшее содержание щелочи в гептане после сепаратора с насадкой Панченкова (выше эффект коалесценции). При скорости потока эмульсии более 0,95 см/сек остаточное содержание щёлочи после насадки, независимо от материала насадки резко возрастает.

Для исследования коалесценции капель на регулярных насадках при разделении эмульсии реальных смесей были проведены эксперименты на той же установке по отделению дисперсной фазы раствора щелочи от гексана, фракции прямогонного бензина, керосина и дизельного топлива.

В результате обобщения множества экспериментальных данных была получена важная зависимость оптимальной скорости потока эмульсии через насадку Панченкова от разности плотностей дисперсной и сплошной фаз, представленная на рис. 7.

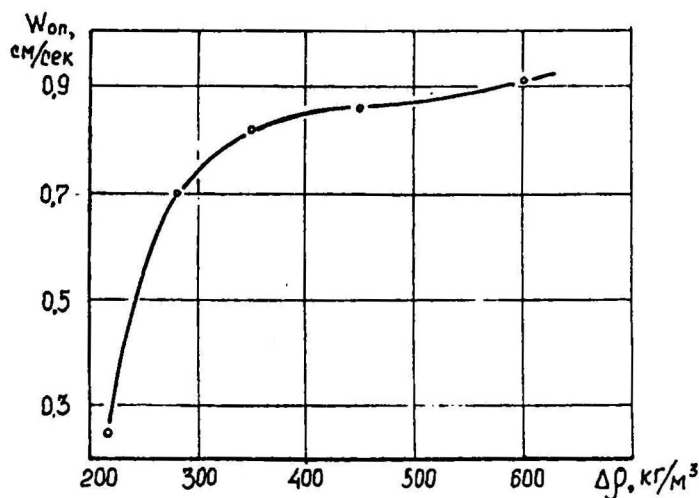


Рис. 7. Зависимость оптимальной скорости потока эмульсии от разности плотностей фаз.

Из этого рисунка следует, что с увеличением разности плотностей фаз увеличивается оптимальная скорость потока эмульсии при которой достигается наибольший эффект разделения. Эта зависимость позволяет быстро определить рабочую скорость потока эмульсии и тем самым рассчитать требуемую поверхность насадки.

После реконструкции на Атырауском НПЗ, с учетом переработки Тенгизской нефти, появятся жидкие углеводородные потоки, из которых необходимо отделить капельную влагу. С установки первичной переработки Тенгизской нефти появится поток прямогонного бензина, фракция бутана технического (БТ). На ГФУ будут вырабатываться фракции пропана и суммы бутанов. Все эти потоки являются товарными продуктами, следовательно их необходимо подвергнуть осушке, т.е. отделить капельную влагу. Отделение влаги необходимо осуществлять в горизонтальных или вертикальных аппаратах, оснащенных насадкой Панченкова. Это позволит получить конечную продукцию, удовлетворяющую всем показателям качества на сырьё нефтехимии.

ОСНОВНЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ И ВЫВОДЫ.

1. Разработана принципиально новая схема для первичной переработки Тенгизской нефти на Атырауском НПЗ.
2. По результатам работы показано, что экономия энергетических и капитальных затрат предлагаемой схемы по сравнению с традиционными схемами составит ориентировочно 13 % и 25 %, соответственно.
3. Предложена схема деганизации сырья ГФУ, по которой часть потока питания смешивается с парами верхней части колонны. Найдено, что при равной степени деганизации сырья и отборе пропана от потенциала предлагаемая схема по энергозатратам ниже на 12÷13 % от существующих.

4. Предложена схема выделения двух пропановых фракций – пропан для коммунально-бытового потребления, пропан марки "Б" для пиролиза или пропан-растворитель, которая отличается более низкими энергетическими затратами от традиционных. Снижение энергозатрат составляет около 18 %.
5. Проведенные экспериментальные исследования по отделению капельной влаги из углеводородов показали, что для практики разделения мелкодисперсных эмульсий типа «углеводороды – вода» целесообразно применять насадку Панченкова. Определены зависимости оптимальной скорости потока эмульсии от разности плотности дисперсной и сплошной фаз, позволяющие определить рабочую скорость потока реальной смеси и тем самым рассчитать требуемую поверхность насадки.

Основное содержание диссертации изложено в работах:

1. Оразбаев Б. Б., Итбаев Д. М., Оразова Г. А. Система оптимизации режимов работы блока гидроочистки бензиновых фракций. НТС. Автоматизация, телемеханизация и связь в нефтяной промышленности. ВНИИОЭНТ, № 1, 1994, с. 2-3.
2. Сериков Т.П., Кошебеков Д.Ж., Оразова Г.А., Итбаев Д.М. Характеристика бензиновой фракции стабилизированной нефти месторождения Тенгиз. Тезисы докладов III Республиканской научно-технической конференции: «Научно-технический прогресс и экология Западного Казахстана», г. Атырау, 1994, с.73.
3. Сериков Т.П., Кошебеков Д.Ж., Оразова Г.А., Итбаев Д.М. Содержание бензинов в некоторых нефтях Западного Казахстана. Тезисы докладов III Республиканской научно-технической конференции: «Научно-технический прогресс и экология Западного Казахстана», г.Атырау, с. 73-74.
4. Оразова Г.А., Алдиярова Г.Д., Джигитчиева К.М. Сравнительный анализ свойств нефтей месторождений Тенгиз и Карачаганак. Тезисы докладов III Республиканской научно-технической конференции: «Научно-технический прогресс и экология Западного Казахстана», г. Атырау, 1994, с. 47-48.

5. Оразова Г.А., Кобландиев Н.С. Каталитический риформинг нефти месторождения Тенгиз производительностью 3 млн. т/год. Тезисы докладов научно-технической конференции: «Проблемы освоения углеводородных ресурсов Прикаспия и Каспийского шельфа», г. Атырау, 1998, с. 17-18.
6. Оразова Г.А., Туреханова Г.К. Проект переработки смеси нефтей месторождения Тенгиз и месторождения Караарна. Тезисы докладов научно-технической конференции: «Проблемы освоения углеводородных ресурсов прикаспия и Каспийского шельфа», г. Атырау, 1998, с.31-32.
7. Оразова Г.А., Дияров И.Н., Сериков Т.П. Разработка технологии переработки Тенгизской нефти. "Нефть и газ". Известия вузов, № 6, 1999, с. 76-79.
8. Оразова Г.А., Дияров И.Н., Сериков Т.П. Разделение предельных углеводородов на газофракционирующей установке. Деп. в ВИНТИ РАН, в №00.15-19П 258, М., 2000г., с. 16.
9. Оразова Г.А., Дияров И.Н., Сериков Т.П. Исследование процесса отделения капельной влаги из жидких углеводородов. Деп. В ВИНТИ РАН, в №00.12-19И.108, М., 2000г., с. 8.

Соискатель:



Г.А. Оразова

Заказ:

Тираж 100 экз.

Лицензия № 189 от 28.05.97 г.

Сдано в набор 20.11.2000. Подписано к печати 21.11.2000.

Печать RISO. Бумага офсет № 1. Формат 60x84 1/16

Усл. печ. л. 2. Тираж 100. Заказ 133

Издательство "Мастер Лайн", г. Казань, ул. Б. Красная, 55, ком. 003

Отпечатано на полиграфическом участке издательства
с готового оригинал-макета

2=